

PRESENTASI SEMINAR TUGAS AKHIR

Perancangan Sistem Pengendalian Level Pada
STRIPPER PV 3300

Dengan Metode *FEEDBACK FEEDFORWARD*
di PT. JOB Pertamina-PetroChina East Java

Sadra Prattama

NRP. 2406.100.055

Dosen Pembimbing :

Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, ST, MT

NIP. 196905071995121001

LATAR BELAKANG

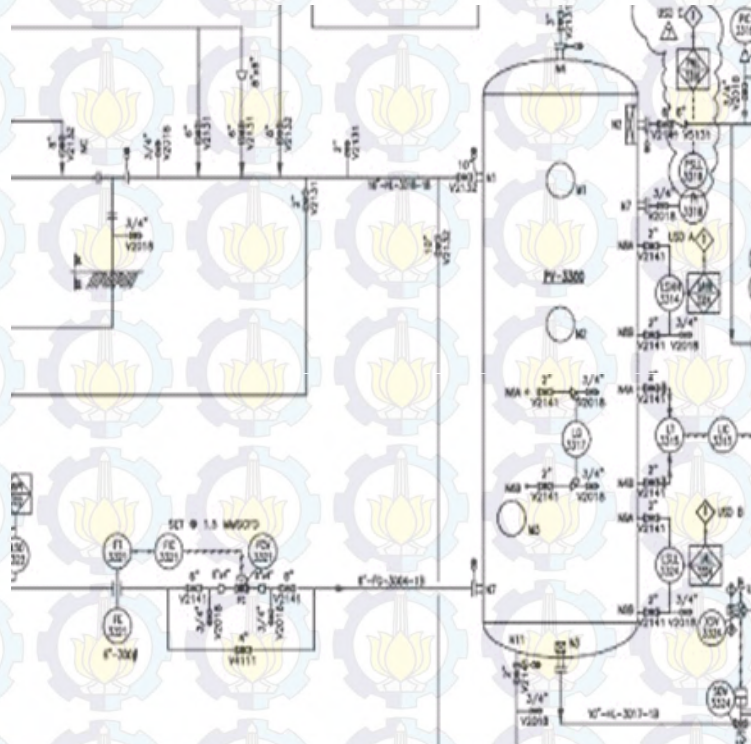
Input 3
separator

Input
sweet gas

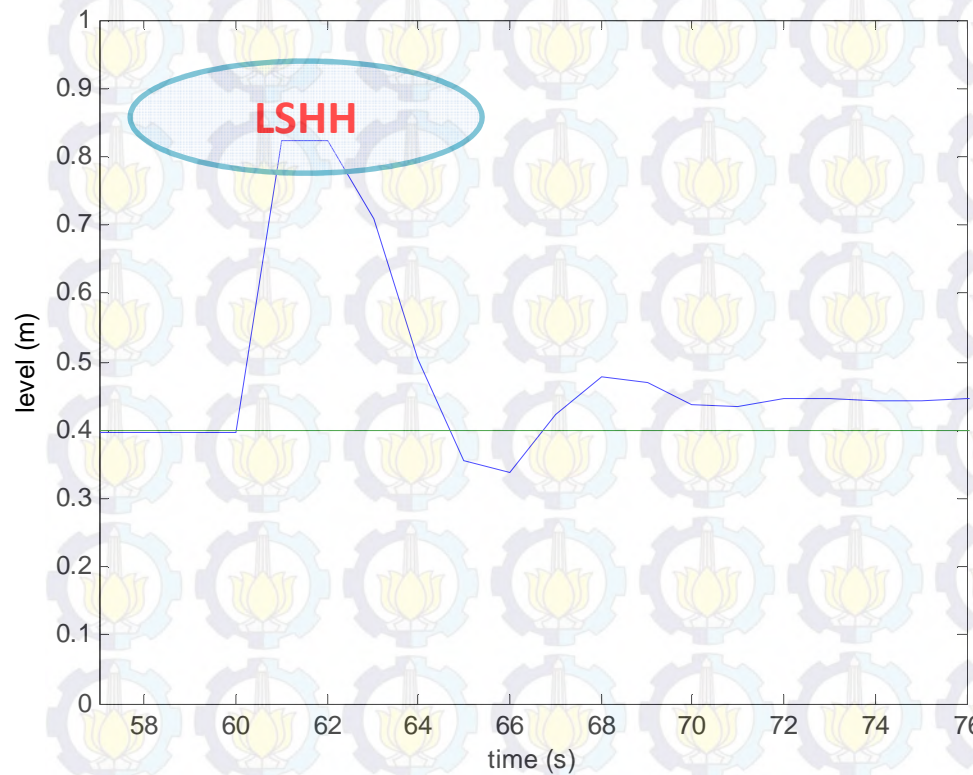
Output
sour gas

Level
controller

Output
Sweet oil



PERISTIWA *BOUNCHING*



Dari hasil simulasi

Parameter $K_p = 10$, $T_i = 0$, dan $T_d = 0$

Keadaan *input* dari 40 kg/s menuju 70 kg/s

PERMASALAHAN

1. Bagaimana merancangan model feedforward pada *stripper*.
2. Bagaimana perbandingan antara model *feedback* konvensional yang sudah diterapkan dan *feedback feedforward* hasil perancangan.

TUJUAN

1. merancangan model feedforward pada *stripper*.
2. Membandingkan antara model *feedback* konvensional yang sudah diterapkan dan *feedback feedforward* hasil perancangan.

DASAR TEORI



Input sweet gas 1,5 mmscfd

Input minyak dari ketiga separator

Terdapat 25 tray didalamnya

Output ada dua, bottom dan upper

Kontroller *feedforward*

1. Pengendali *feedforward steady state*

Pengendali *feedforward* yang paling sederhana dan mudah untuk diimplementasikan adalah model *steady state*, kita hanya membutuhkan elemen statis pada fungsi transfer prosesnya.

$$G_p = k_p \text{ dan } G_d = k_d$$

2. Pengendali *feedforward* Dinamik

Pengendali *feedforward* ini menggunakan pendekatan pada fungsi transfernya. Walaupun hanya sebatas pendekatan, tetapi persamaan ini dapat memberikan hasil yang lebih baik dibanding desain *steady state*.

$$G_{c2}(s) = \frac{G_d(s)}{G_p(s)} = \frac{1/(\alpha s + 1)}{1/(\beta s + 1)} = \frac{\beta s + 1}{\alpha s + 1}$$

From: George Stephanopoulos

Prentice Hall International

Keuntungan dan kerugian dari kontrol *feedforward*

Keuntungan	Kerugian
<ol style="list-style-type: none">1. Bereaksi sebelum efek dari <i>disturbance</i> yang akan mengganggu sistem2. Sangat bagus untuk sistem yang lambat3. Tidak diperkenankan untuk sistem yang tidak stabil	<ol style="list-style-type: none">1. Membutuhkan identifikasi dari <i>disturbance</i>2. Tidak bisa bereaksi terhadap <i>disturbance</i> yang lain3. Membutuhkan pengetahuan yang cukup dari pemodelan proses

From: George Stephanopoulos

Prentice Hall International

Keuntungan dan kerugian dari kontroler *feedback*

Keuntungan

1. Tidak perlu mengidentifikasi *disturbance* yang ada
2. Tidak sensitif untuk pemodelan error
3. Tidak sensitif terhadap perubahan parameter

Kerugian

1. Menunggu datangnya error setelah melewati proses

From : George Stephanopoulos

Prentice Hall International

Tinjauan Pustaka

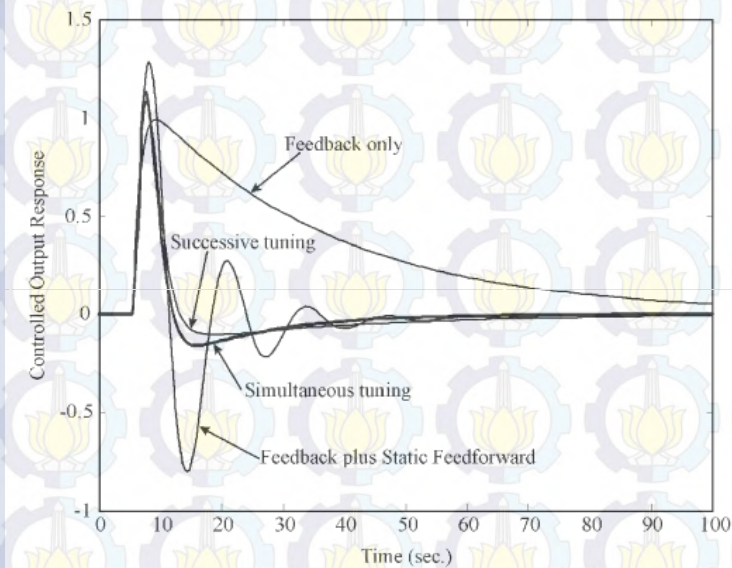
No	Nama	Judul	Metode	Objek	Kelebihan	Kelemahan
1	Antonio Visioli	A new design a PID plus feedforward control	Z-N	Level tank	Lebih efektif dibandingkan PID kontrol konvensional untuk delta rate flow yang besar	Metode yang dipakai hanya ziegler nichols, belum metode yang lain sebagai perbandingan

From : Journal of Process Control

www.elsevier.com

Tinjauan Pustaka

No	Nama	Judul	Metode	Objek	Kelebihan	Kelemahan
2	E.J. Adam, J.L. Marchetti	Designing and tuning robust feedforward controllers	ZN	Level Tank		Belum menerapkan <i>feedforward dinamik state</i>



From : Journal of Process Control

www.elsevier.com

P&ID STRIPPER

P&ID sebelumnya + *feedforward*

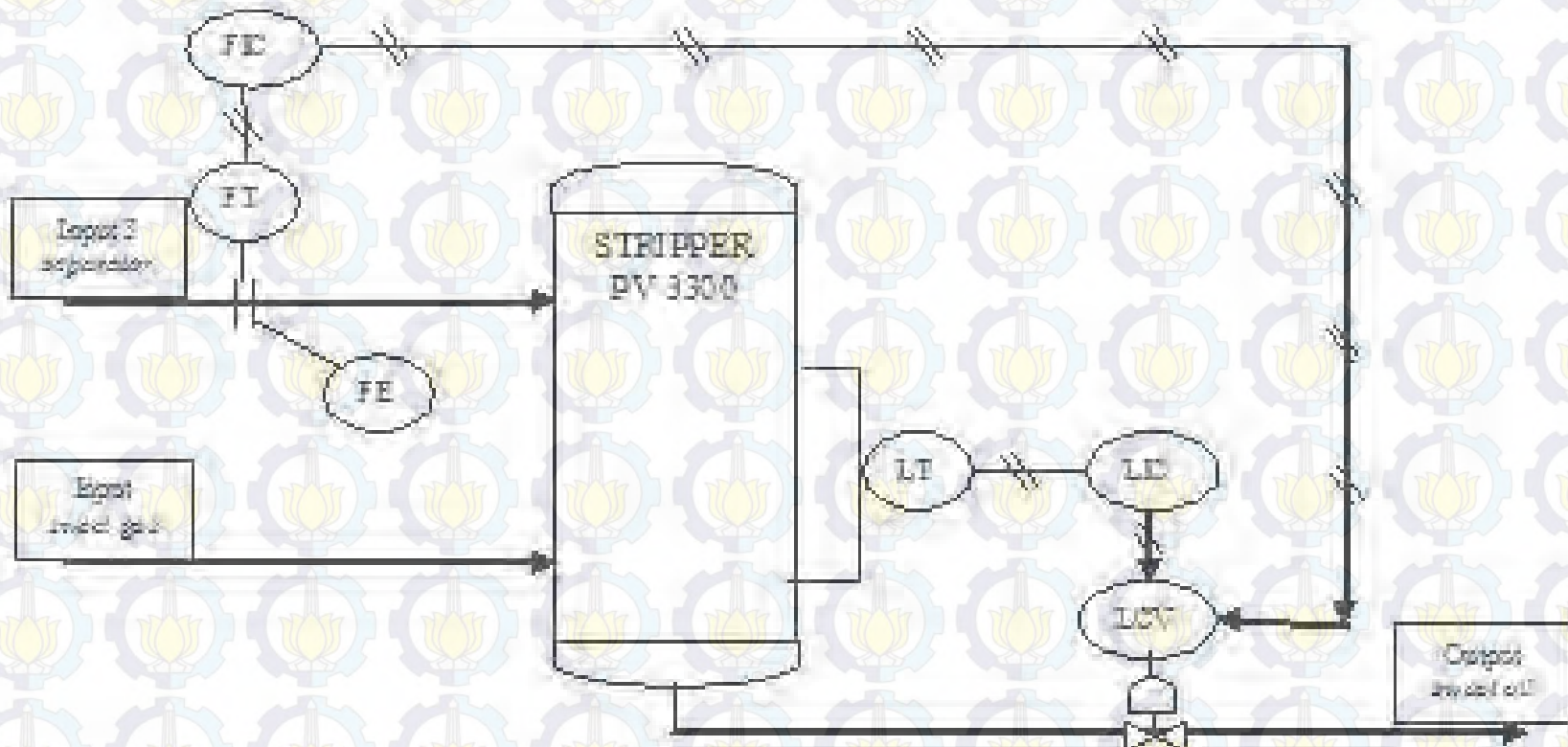
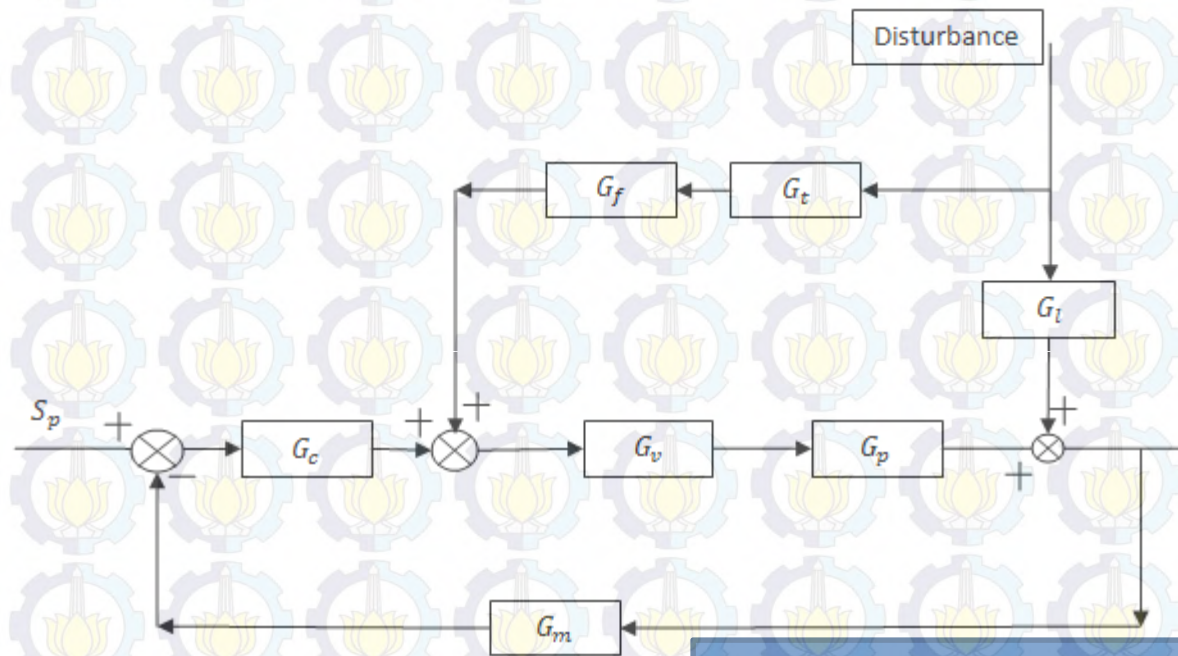


DIAGRAM BLOK PENGENDALIAN *KONTROL FEEDBACK FEEDFORWARD*



From: George Stephanopoulos

Prentice Hall International

Perumusan *feedforward*

$$\frac{Y}{L} = \frac{G_L + G_t G_f G_v G_p}{1 + G_c G_v G_p G_m}$$

Fungsi transfer

$$G_L + G_t G_f G_v G_p = 0.$$

Perfect disturbance
reject

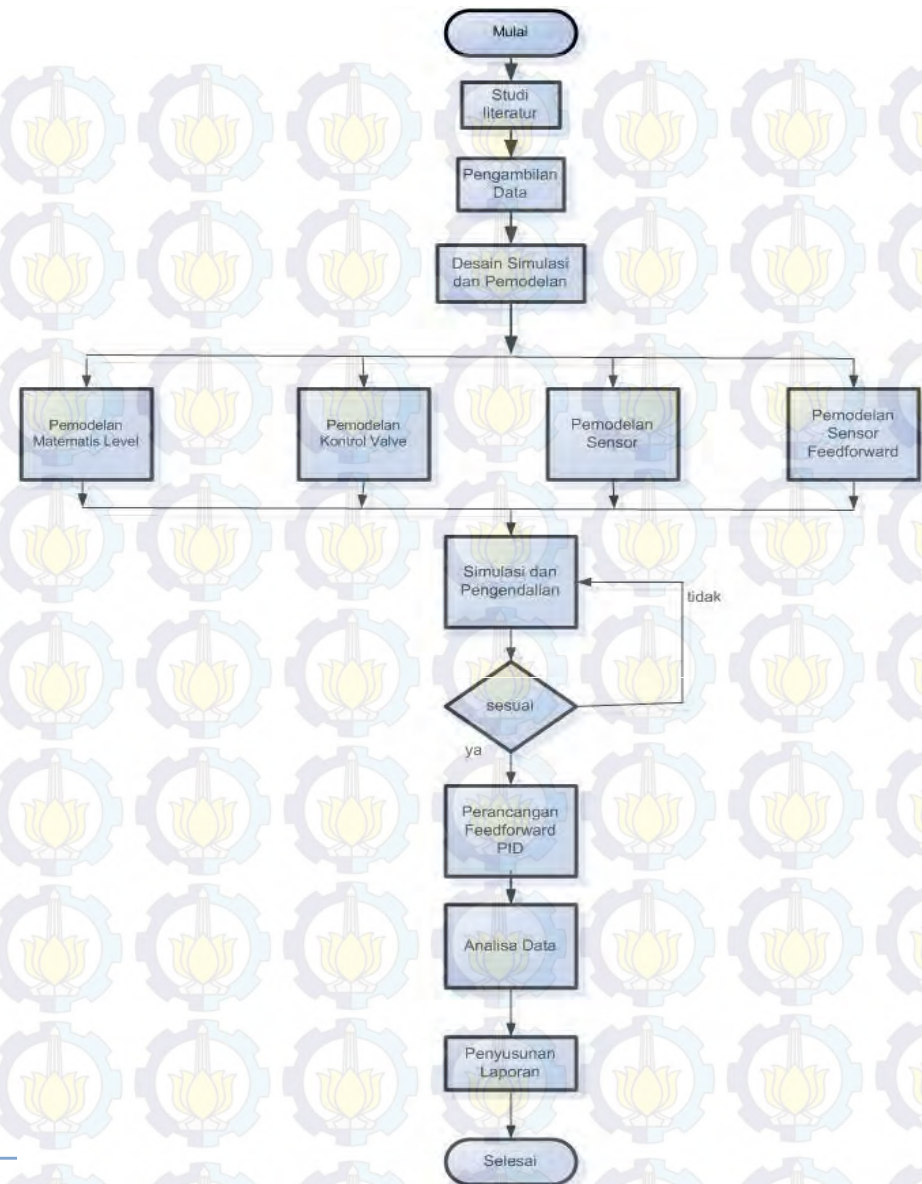
$$G_f = -\frac{G_L}{G_t G_v G_p}$$

Rumus umum
feedforward dinamik

$$G_f = -\frac{G_L}{G_t G_v G_p} = -\frac{K_L}{K_t K_v K_p} \frac{\tau_p s + 1}{\tau_L s + 1}$$

From: Carlos A Smith, Ph.D., P.E

Metodologi penelitian



Kesetimbangan massa

$$\frac{dm(t)}{dt} = \rho_{oil\ in} q_{oil\ in}(t) + \rho_{gas\ in} q_{gas\ in}(t) - \rho_{oil\ out} q_{oil\ out}(t) - \rho_{gas\ out} q_{gas\ out}(t)$$

$$\rho_{mix} A_{mix} \frac{dh}{dt} = \rho_{oil\ in} q_{oil\ in}(t) - \rho_{oil\ out} q_{oil\ out}(t)$$

$$\frac{dh}{dt} = \frac{q_{oil\ in}(t)}{A_{tampung}} - \frac{q_{oil\ out}(t)}{A_{tampung}}$$

Sensor dan transmitter level

$$G_L = \frac{\text{span keluaran (mA)}}{\text{span masukan (meter)}}$$

$$\frac{L_L(s)}{I_L(s)} = \frac{G_L}{T_C(s) + 1}$$

$$\frac{L_L(s)}{I_L(s)} = \frac{12}{s + 1}$$

Sensor dan transmitter flow

$$\frac{P_{oy}}{P_{ox}} = \frac{K_P}{\tau_P s + 1}$$

$$\frac{P_{oy}}{P_{ox}} = \frac{3.484375}{s + 1}$$

Control valve

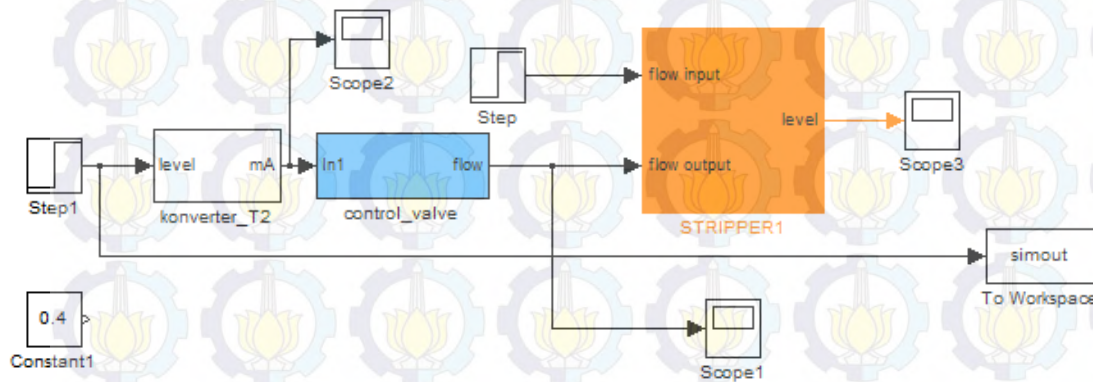
$$\frac{\dot{m}_b(s)}{U(s)} = \frac{K_{tot}}{\tau_v s + 1}$$

$$K_{tot} = K_{I/P} \cdot K_{actuator}$$

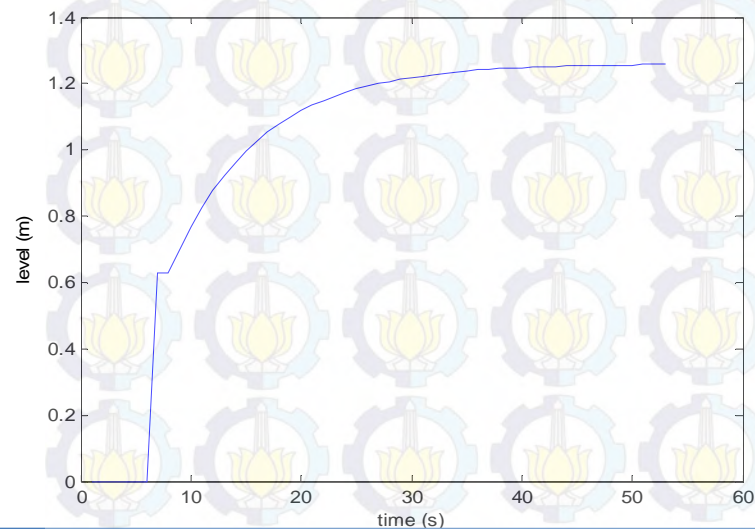
$$T_v = \frac{Y_c}{C_v}$$

$$\frac{\dot{m}_b(s)}{U(s)} = \frac{3.3342}{(1.612s + 1)}$$

Uji open loop



Simulink open loop

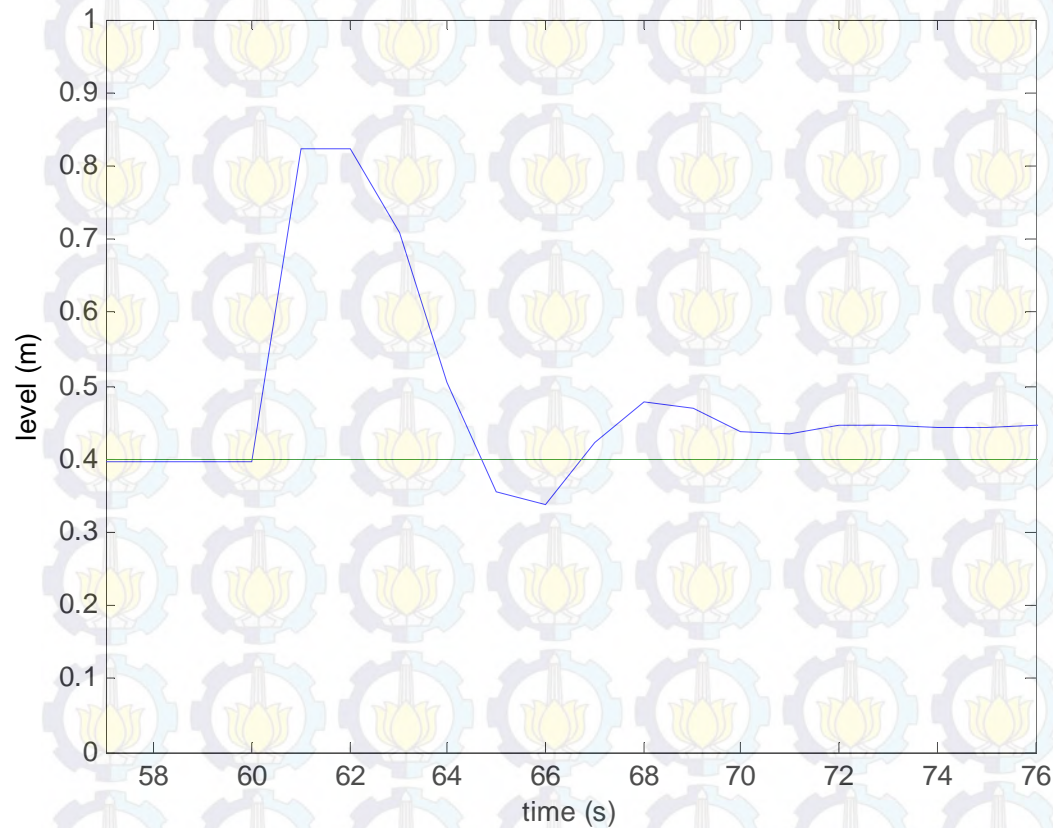


Grafik hasil simulink open loop

Feedback controller

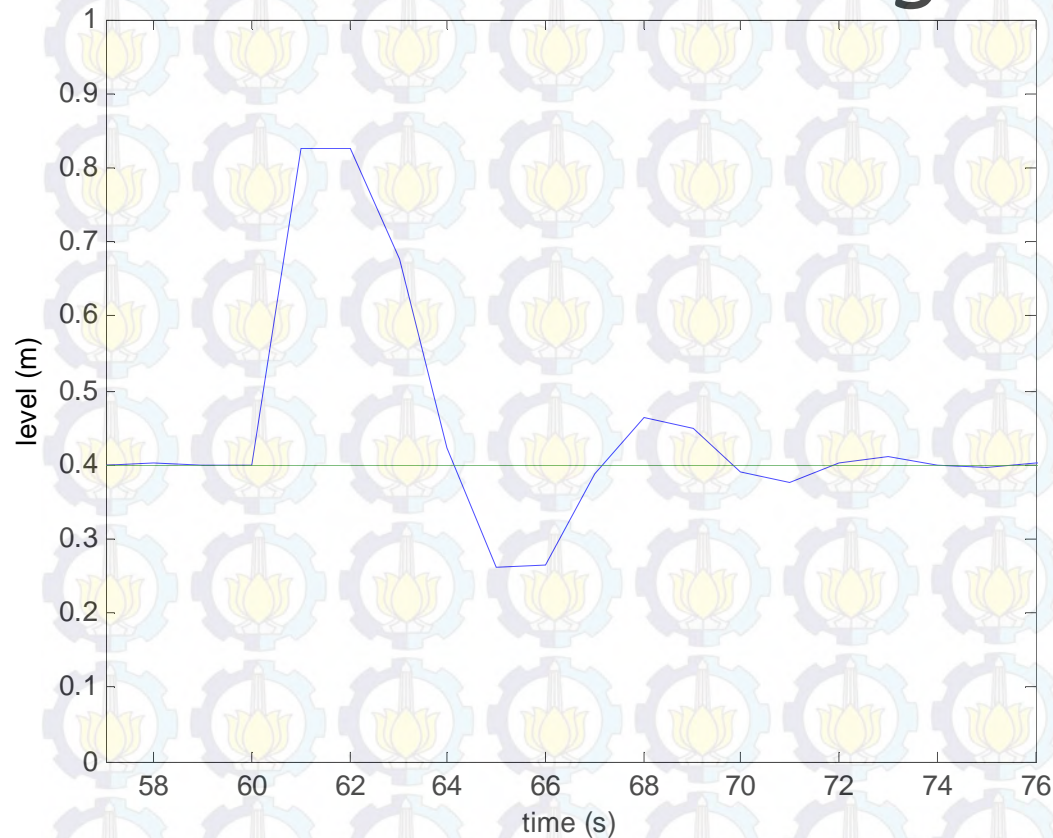
No	Mode Kontrol	Parameter		
		Kp	Ti	Td
1	Proporsional	3	0	0
2	Proporsional Integral	2.7	2	0
3	Proporsional Integral Derivatif	3.6	1.2	0.3

Feedback controller Proporsional



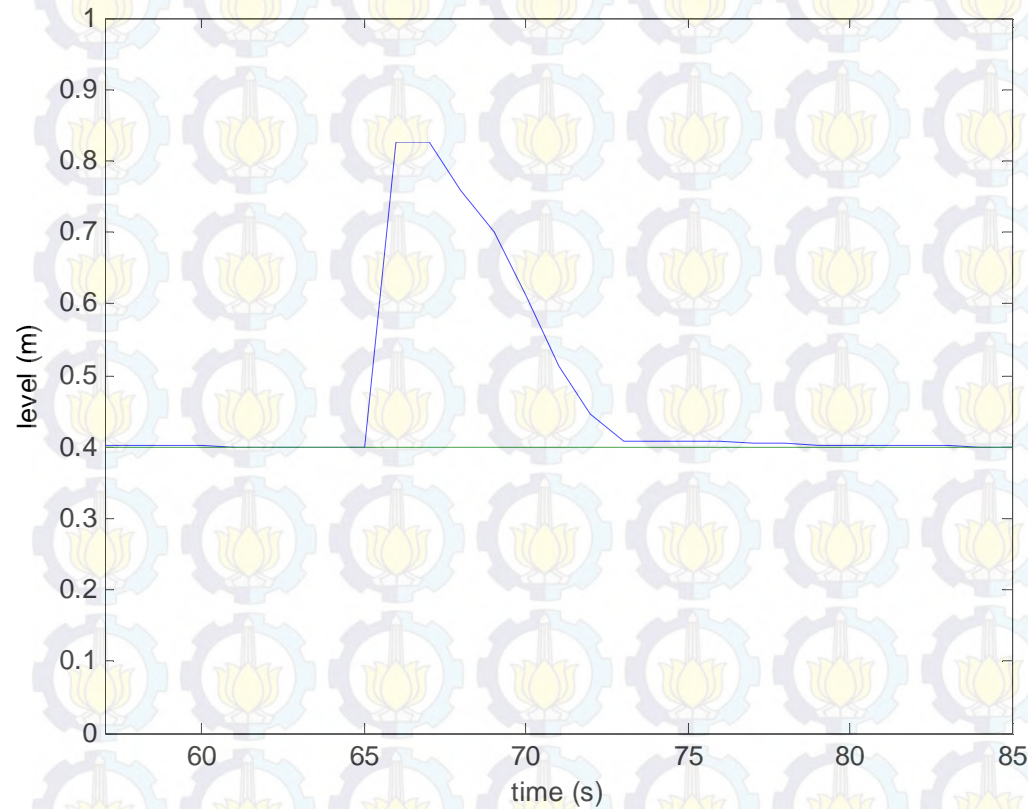
settling time (t_s) = 11 s
peak time (t_p) = 5 s
error steady state (ess) = 0,08025%
rise time (t_r) = 2.5 s

Feedback controller Proportional Integral



settling time (t_s) = 11 s
peak time (t_p) = 2.5 s
error steady state (e_{ss}) = 0 %
rise time (t_r) = 1 s

Feedback controller Proporsional Integral Derivatif

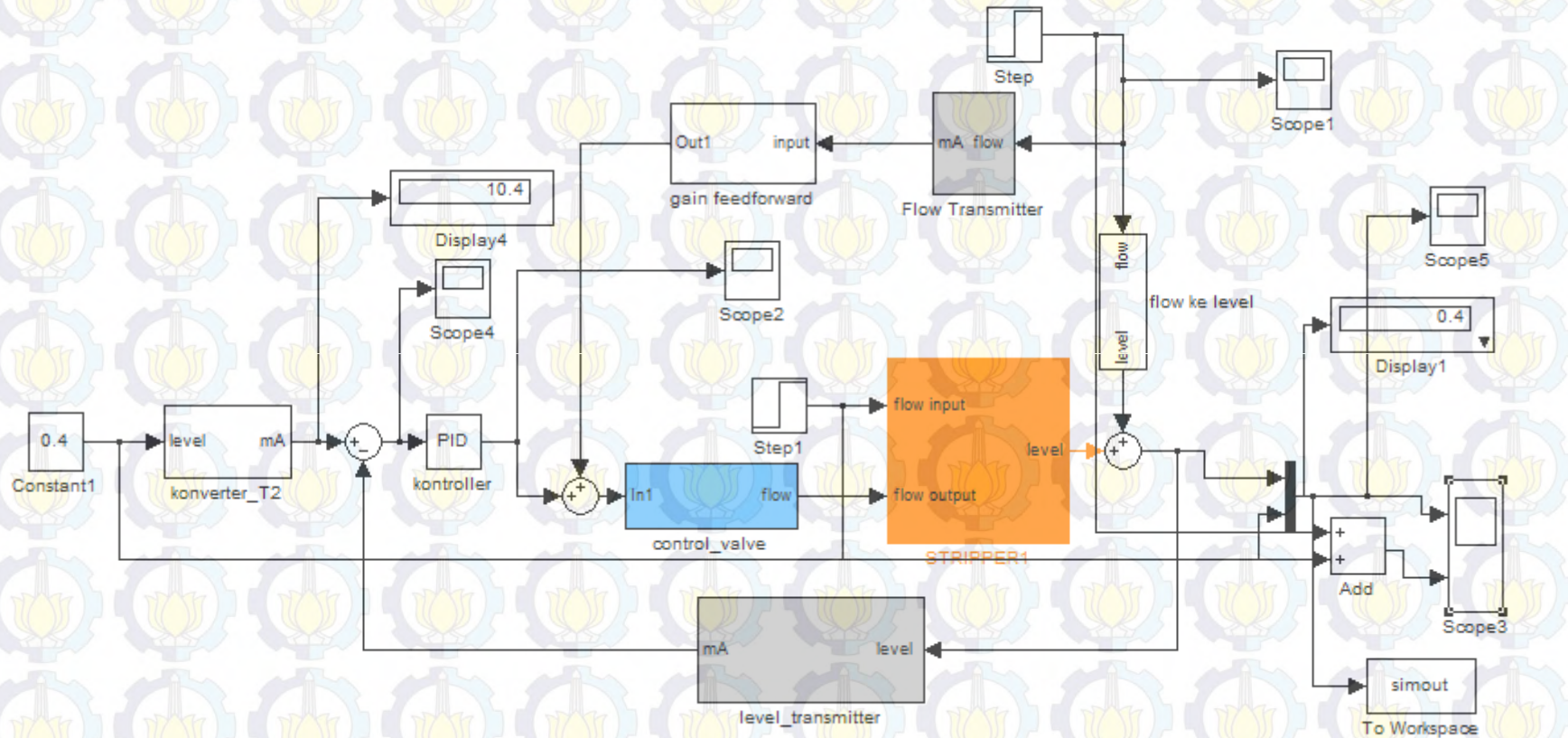


settling time (t_s) = 10 s
peak time (t_p) = 5 s
error steady state (ess) = 0,0 %
rise time (t_r) = 4 s

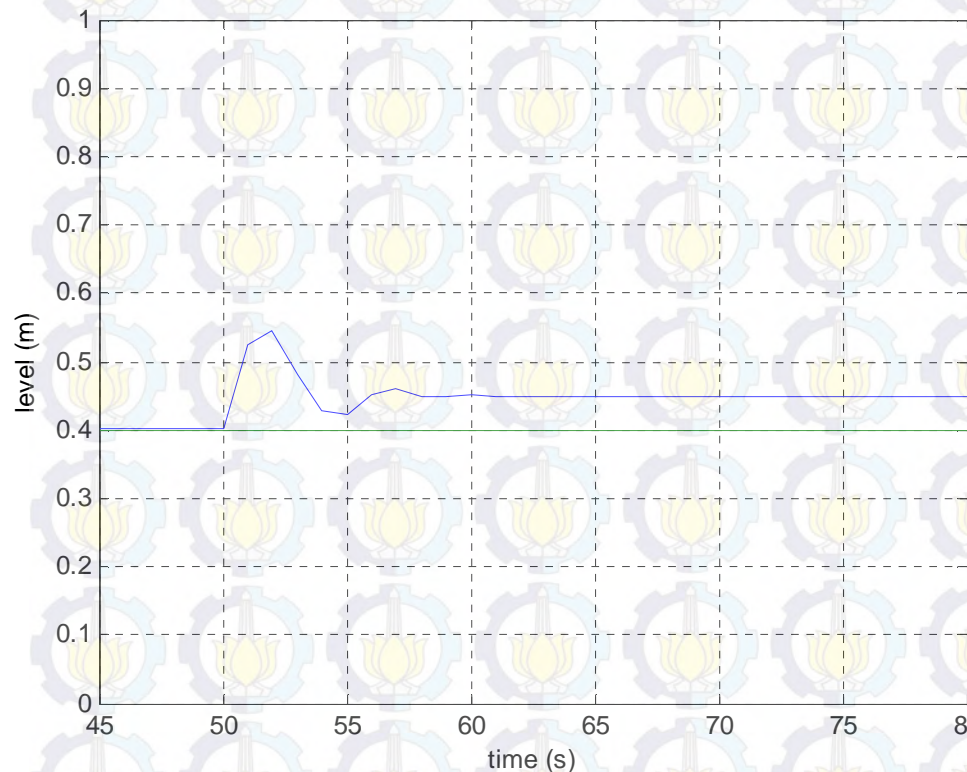
Performansi *feedback*

1. Kontroler *feedback* masih belum mampu mengatasi peristiwa *bouncing* tersebut.
2. Parameter yang dimasukkan berupa perubahan input sebesar 30 kg/s
3. Dampak level yang tinggi tersebut *oil* masuk ke pipa *sweetgas*.

Feedback feedforward controller

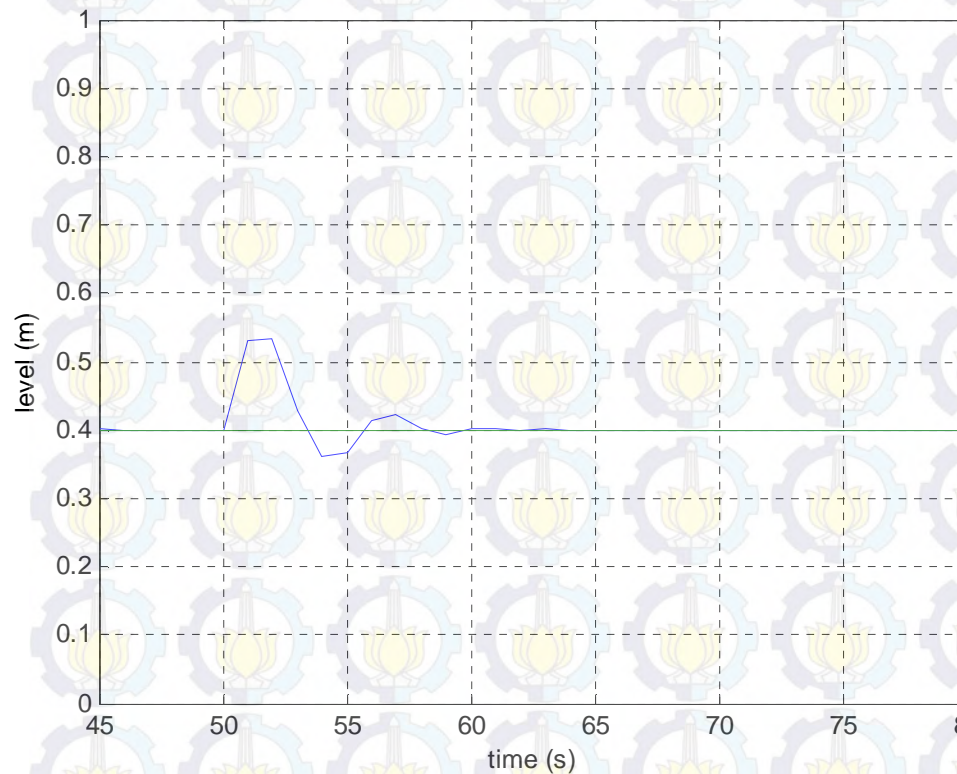


Feedback feedforward controller proporsional



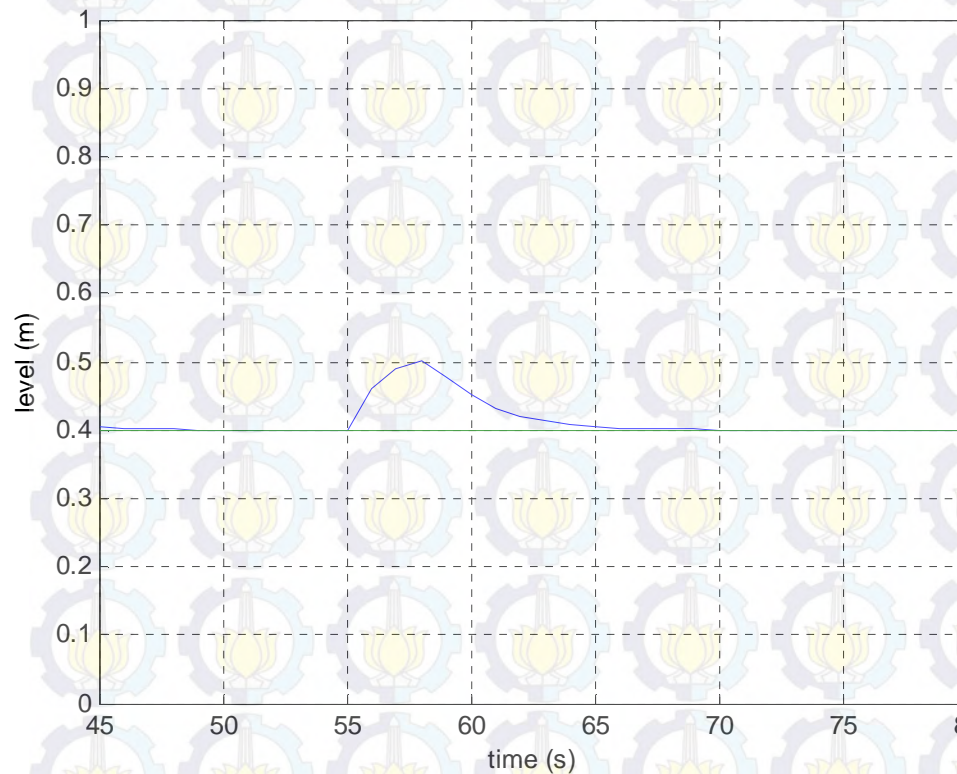
settling time (t_s) = 13 s
peak time (t_p) = 2 s
error steady state (ess) = 0,003%
rise time (t_r) = 1.3 s

Feedback feedforward controller proporsional integral



settling time (t_s) = 10 s
peak time (t_p) = 3 s
rise time (t_r) = 2 s

Feedback feedforward controller proporsional integral derivatif

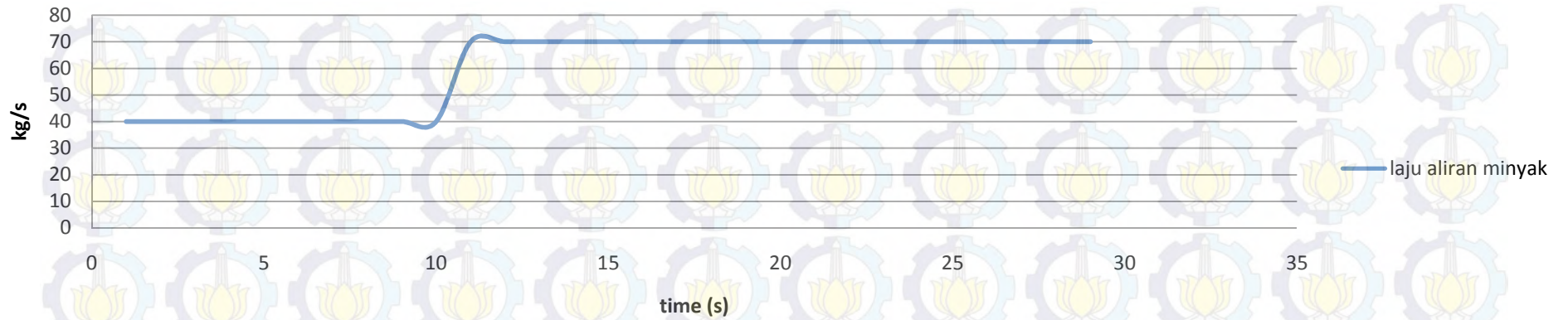


settling time (t_s) = 10 s
peak time (t_p) = 5 s
rise time (t_r) = 3 s

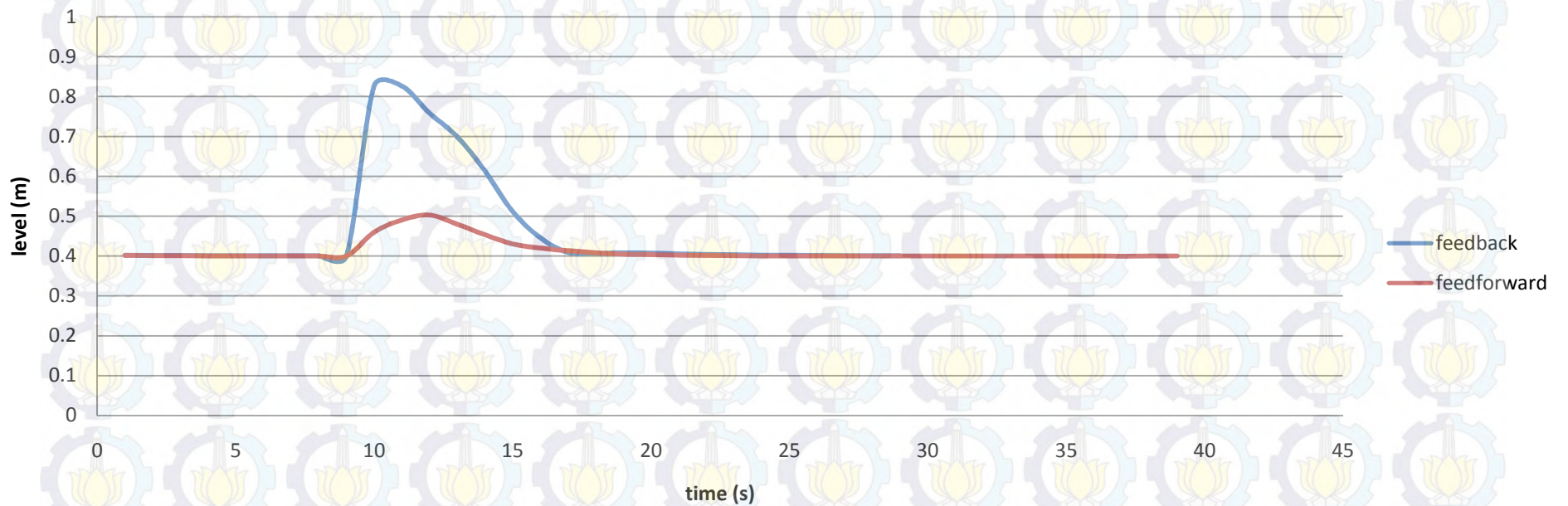
Performansi *feedback feedforward*

1. Kontroler *feedback feedforward* sudah mampu mengatasi peristiwa *bouncing* tersebut.
2. Parameter yang dimasukkan berupa perubahan input sebesar 30 kg/s
3. Parameter *lead per lag* adalah $\frac{1}{2}$ dan *gain kontroler feedforward* adalah 0.86
4. Hasil terbaik dengan *settling time* (t_s) = 10 s, *peak time* (t_p) = 5 s, *error steady state* (e_{ss}) = 0,0 %, dan *rise time* (t_r) = 3 s

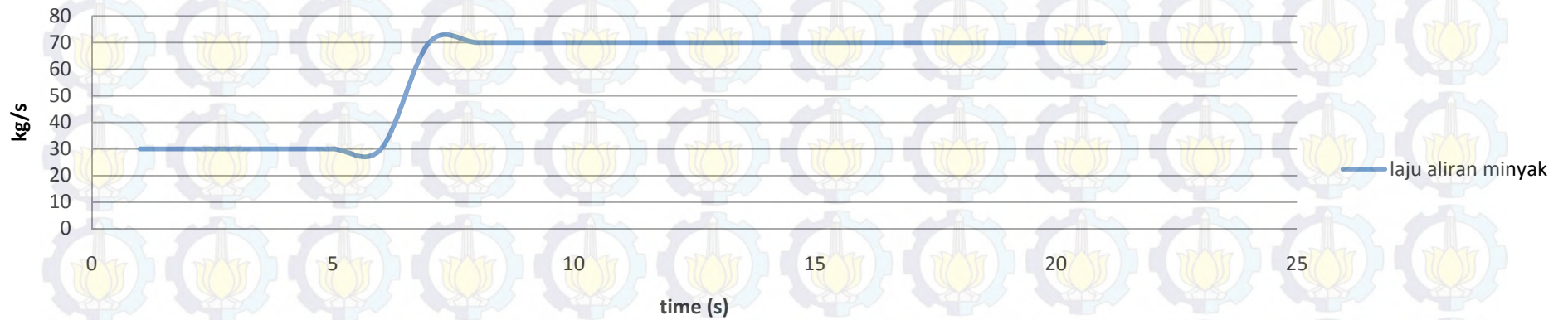
laju aliran minyak



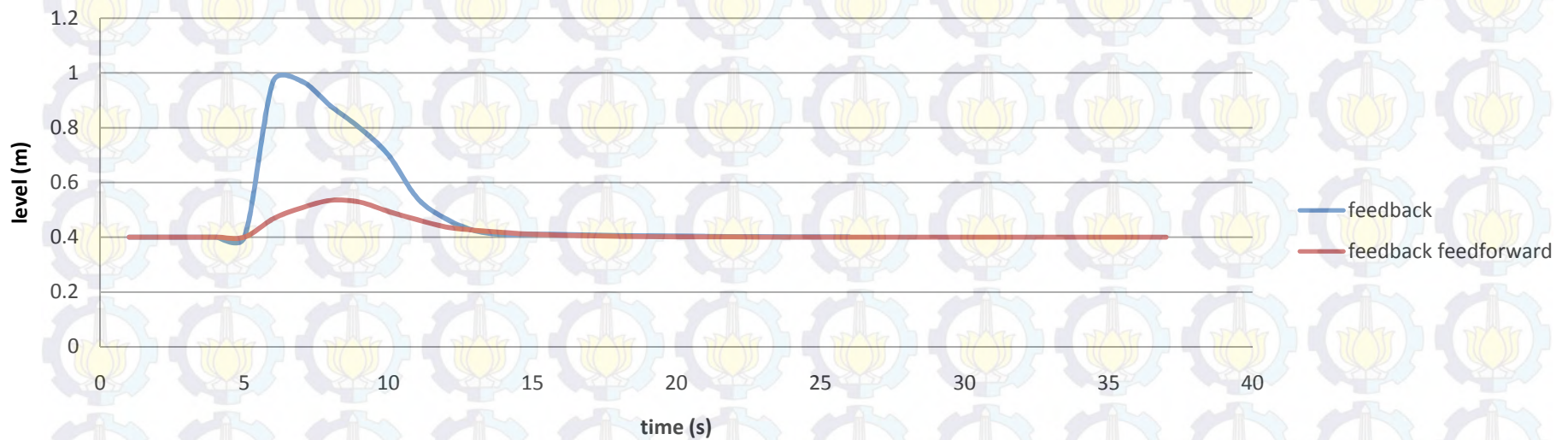
Perbandingan antara kontrol *feedback* dan *feedback feedforward*



laju aliran minyak



perbandingan *feedback feedforward* dengan *feedback*



Kesimpulan

1. Telah dilakukan perancangan *feedforward* pada *controller feedback* pada *stripper* PV 3300.
2. Kontroler *feedback feedforward* sudah mampu mengatasi peristiwa *bouncing* tersebut dengan *level* maksimum 0.5 meter sedangkan untuk *feedback* saja mencapai 0,83 meter untuk *flow* minyak yang masuk antara 40 kg/s menuju 70 kg/s.
3. Berdasarkan hasil penelitian bahwa hasil yang paling baik dari respon sistem menggunakan *feedback feedforward controller* dengan nilai: *settling time* (t_s)= 10 s, *peak time* (t_p)= 5 s, *error steady state* (e_{ss})=0 %, *rise time* (t_r)=3 s, *lead per lag*= $\frac{1}{2}$, dan *gain feedforward*= 0.86



terimakasih